第 38 卷第 3 期　　工 程 热 物 理 学 报　　Vol.38, No.3
2017 年 3 月　　JOURNAL OF ENGINEERING THERMOPHYSICS　　Mar., 2017

基于燃料氧化分级的化学链燃烧冷态实验研究

闫景春　沈来宏

(能源热转换及过程测控教育部重点实验室 (东南大学) 能源与环境学院，南京　210096)

摘　要　基于燃料氧化分级的原理，设计并搭建了新型串行流化床化学链燃烧反应器，该反应器由空气反应器、气化反应器、还原反应器、空气旋风分离器、燃料旋风分离器、空气返料器、燃料返料器和隔离器组成一个循环回路。采用压力测量和气体成分检测的方法，研究了该系统内的压力分布、物料循环速率以及反应器间气体混合规律。结果表明：隔离器流化风量是影响系统压降以及颗粒循环的决定性因素；空气反应器与燃料反应器之间几乎不发生气体串混，隔离器气体隔离作用良好。

关键词　化学链燃烧；反应器；气固流动；气体串混
中图分类号：TQ052　　**文献标识码**：A　　**文章编号**：0253–231X(2017)03–0665–07

Experimental Study on the Cold Model of the Chemical-Looping Combustor Based on Step Oxidation of Fuel

YAN Jing-Chun　SHEN Lai-Hong

(*Thermal Engineering Research Institute of Southeast University, Nanjing 210096, Jiangsu Province, China*)

Abstract　A new kind of Chemical-looping combustion reactor is designed and built based on the principle of step oxidation of fuel, which is composed of an air reactor, a gasification reactor, a reduction reactor, an air cyclone separator, a fuel cyclone separator, an air loop seal, a fuel loop seal and a common loop seal. The pressure distribution, material circulation rate and gas leakage between reactors of the system is studied by means of pressure measuring and gas composition detection. The results show that the inlet flow rate of loop seal is the decisive factor affecting pressure drop and material circulation rate of the system. No gas leakage happens between air reactor and fuel reactor indicating the good isolation effect of the loop seals.

Key words　chemical-looping combustion; combustor; gas-solid flow; gas leakage

0 引　言

化学链燃烧技术 (Chemical-Looping Combustion, CLC) 是一种具有 CO_2 内分离特性的新型低能耗高效率的燃烧方式 [1]。其基本原理是燃料与氧气不直接接触，而是通过载氧体 (一般为金属氧化物) 在两个反应器 (即空气反应器和燃料反应器) 之间通过交替循环反应进行氧的传递完成燃烧过程，从而实现 CO_2 的内分离。

化学链燃烧反应器是燃料和载氧体等物质发生化学反应的场所，反应器的设计关系到燃料能否高效转化、载氧体能否充分发生氧化还原反应。2001 年，瑞典查尔姆斯理工大学的 Lyngfelt 等 [2] 首次建立了双床化学链燃烧反应器的模型，并在 2004 年设计并建造了世界上首个 10 kWth 级串行流化床 CLC 反应器，该化学链燃烧装置以天然气为燃料，成功进行了超过 100 h 的运行实验，证明了化学链燃烧技术在工业上应用的可行性 [3]。此后，各国研究者开始以串行流化床为基础，设计建造了不同形式的化学链燃烧反应器，使得 CO_2 分离效率不断提高。2013 年，德国汉堡大学 Andreas Thon 等 [4] 设计建立了 25 kWth 两级燃料反应器设计的化学链燃烧反应器，并进行了冷态和热态的实验。结果表明，下部第一级燃料反应器上方的气体组成中仅有 55%的气体为 CO_2，可燃性气体的含量较高，而气体经过第二级燃料反应器之后，CO_2 的含量增加至 80%，H_2 和 CO 等可燃性气体相应减少，可见两级燃料反应器设计对于提高燃料的转化率有明显的作用。

目前化学链燃烧反应器的设计大多为单级燃料反应器设计，虽然已经有两级燃料反应器设计方式，但其燃料的燃烧效率通常都在 90%以下。本文在 Lyngfelt 等和 Andreas Thon 等的化学链燃烧反应

收稿日期：2017-01-09; **修订日期**：2017-02-22
基金项目：国家自然科学基金资助项目 (No.51561125001; No.51476029)
作者简介：闫景春 (1993–)，男，博士研究生，主要从事化学链燃烧技术研究。　**通信作者**：沈来宏，教授，Lhshen@seu.du.cn

器设计基础上，基于燃料氧化分级的原理，在气化反应器和还原反应器两级燃料反应器设计的新型串行流化床冷态实验装置上，研究各反应器、返料器及隔离器流化风量对系统压力分布、物料循环速率的影响，以及反应器间的气体混合规律，验证该反应器设计是否更适合于煤化学链燃烧过程，并为热态实验装置的设计和操作提供依据。

1 实验部分

1.1 实验装置

新型化学链燃烧反应器冷态模型实验装置如图 1 所示。

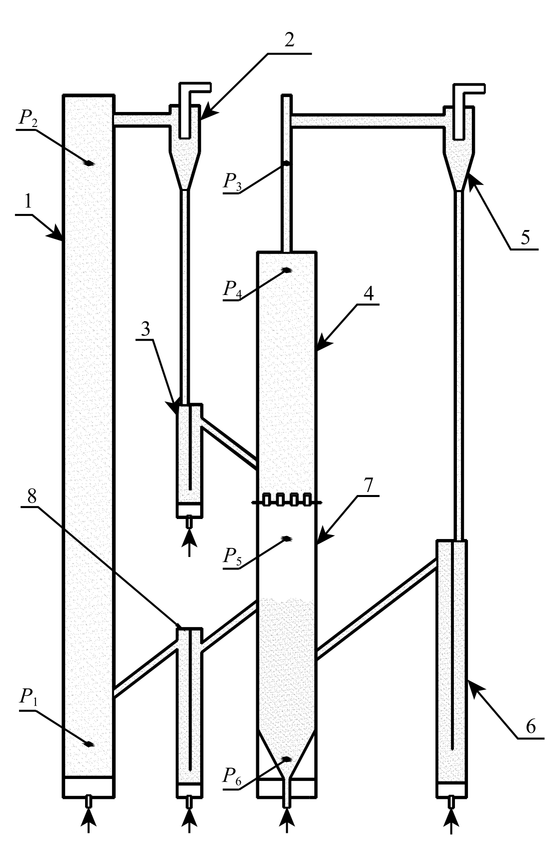


图 1 基于燃料氧化分级的化学链燃烧系统实验装置

Fig. 1 Configuration for chemical looping combustion system based on step oxidation of fuel

整个装置按照与热态实验台 1:1 的比例设计建立，由空气反应器 (1, AR)、空气旋风分离器 (2, AC)、空气返料器 (3, ALS)、还原反应器 (4, RR)、燃料旋风分离器 (5, FC)、燃料返料器 (6, FLS)、气化反应器 (7, GR) 和隔离器 (8, LS) 组成，其中，气化反应器和还原反应器构成燃料反应器 (FR)，各反应器、返料器以及隔离器的流化气体由下部布风板吹入。空气反应器直径为 30 mm，高 3 m，为快速流化床；燃料反应器横截面积为 100×50 mm^2，高 2 m，为鼓泡流化床。返料器及隔离器直径均为 40 mm，高度为 0.8 m。在距空气反应器下部布风板 40 mm 和 2500 mm 的位置设置有测压孔 P_1 和 P_2，在距气化反应器下部布风板 2500 mm、1475 mm、850 mm 和 40 mm 处设置有测压孔 P_3、P_4、P_5 和 P_6。压力通过压力变送器进行采集，经 A/D 转换器转换成数字信号后由计算机接收。实验台整体采用透明有机玻璃材料制作，以便于观察串行流化床内物料颗粒的流动特性。

1.2 实验条件及原始参数

实验床料采用颗粒直径为 0.1~0.5 mm 的石英砂，堆积密度为 1600 kg/m^3，其临界流化风速为 u_{mf}=0.048 m/s。流动参数范围为空气反应器 u=2.0~5.0 m/s，燃料反应器 u=0.3~0.8 m/s，返料器及隔离器 u=0.2~0.5 m/s。实验在室温条件 (20°C) 下进行，气体成分与浓度采用美国 Emerson 公司 NGA2000 型煤气分析仪进行测量。

2 实验结果及分析

2.1 床层压降分布

床层压降是反映化学链燃烧过程的重要指标之一，图 2 所示为表 1 中实验工况条件下各床层压降随时间的变化曲线。

表 1 床层压降实验工况参数

Table 1 Working condition and parameters of bed pressure drop

Number	$V_{AR,in}$/(m^3/h)	$V_{FR,in}$/(m^3/h)	V_{LS}/(m^3/h)	V_{ALS}/(m^3/h)	V_{FLS}/(m^3/h)
1	6.5	6.5	1.3	1.4	1.5

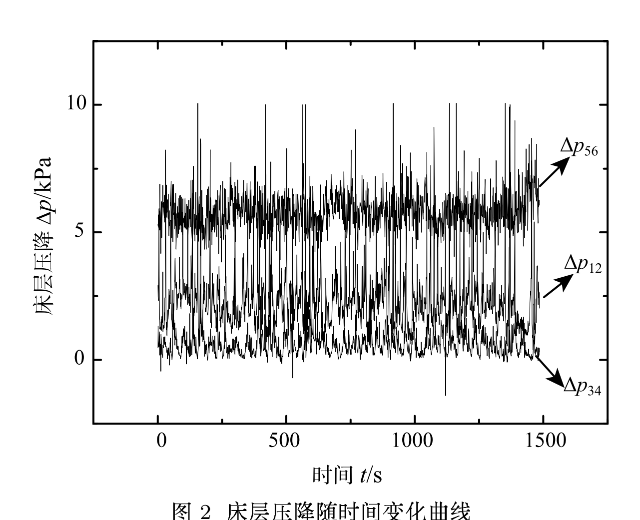


图 2 床层压降随时间变化曲线

Fig. 2 Pressure profile VS Time measured in the cold model of the CLC facility

可以看出，压降 Δp_{12}(空气反应器床层压降)、Δp_{34}(还原反应器上部床层压降) 和 Δp_{56}(气化反应器床层压降) 随时间推移在某一范围内不停波动，其时均值稳定在某个定值附近。这表明流化床内物料循环状态良好，各反应器间的物料达到动态平衡。Δp_{12} 较小，而 Δp_{56} 较大，这表明该串行流化床内的载氧体颗粒主要存在于气化反应器中，使得气化反应器拥有较高的密相床层，在热态实验过程中，固体燃料颗粒及其气化产物在高温密相区内的停留时间因此而延长，这将有利于煤等固体燃料气化产物与载氧体进行充分反应。从冷态模型实验台的运行过程中我们也可以观察到类似的现象，即大部分床料都堆积在气化反应器中，而空气反应器中则持续不断地有一部分物料在快速流化下输送至空气旋风分离器。

2.2　流化风量对系统压力分布、物料循环速率的影响

由于颗粒的循环速率很大程度上决定了循环流化床内的流体动力特征，所以对于颗粒循环速率的测量是研究串行流化床的重要内容之一。但是限于本实验的实验条件，无法对颗粒循环速率进行准确的测量，因此本文采用颗粒循环系数 CI [5,6] 来定性地表征颗粒循环速率的大小，即

$$CI = \Delta p_{\mathrm{AR}} \times V_{\mathrm{AR,out}} \times \frac{T_{\mathrm{AR}} + 273}{273} \qquad (1)$$

式中，CI 为颗粒循环系数 (kPa·m^3/h)，Δp_{AR} 为空气反应器床层压降 (即图 1 中 P_1、P_2 间压降 Δp_{12})，$T_{\mathrm{AR,out}}$ 为空气反应器出口气体流量 (m^3/h)，T_{AR} 为空气反应器内温度，取实验条件温度即室温 20°C。表 2 列出了该实验中各实验工况参数。

表 2　压力分布及物料循环速率影响因素的实验工况

Table 2　Experimental conditions of influence on pressure distribution and solid circulation rate

Number	$V_{\mathrm{AR,in}}$/(m^3/h)	$V_{\mathrm{FR,in}}$/(m^3/h)	V_{LS}/(m^3/h)	V_{ALS}/(m^3/h)	V_{FLS}/(m^3/h)
1	4.5~7.0	6.5	1.3	1.4	1.5
2	6.5	4.5~7.5	1.3	1.4	1.5
3	6.5	6.5	1.2~1.6	1.4	1.5
4	6.5	6.5	1.3	1.1~1.6	1.5
5	6.5	6.5	1.3	1.4	1.2~1.7

由图 3 和图 4 可以看出，随着空气反应器流化风量的增大，空气反应器床层压降 Δp_{12} 不断减小，气化反应器床层压降 Δp_{56} 有所下降，还原反应器上部至燃料旋风分离器之间的压降 Δp_{34} 有所增大，而颗粒循环系数基本上呈现先上升后下降的趋势。提高燃料反应器流化风量会使床层压降产生相反变化，颗粒循环系数呈上升趋势。

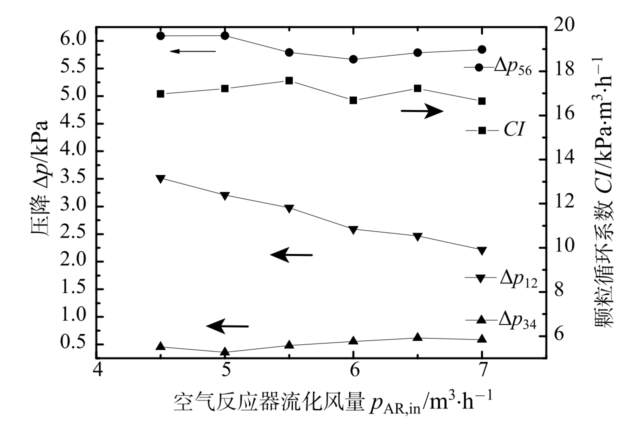


图 3　空气反应器流化风量对系统压降和颗粒循环系数的影响

Fig. 3　Effect of $V_{\mathrm{AR,in}}$ on pressure distribution and solid circulation rate

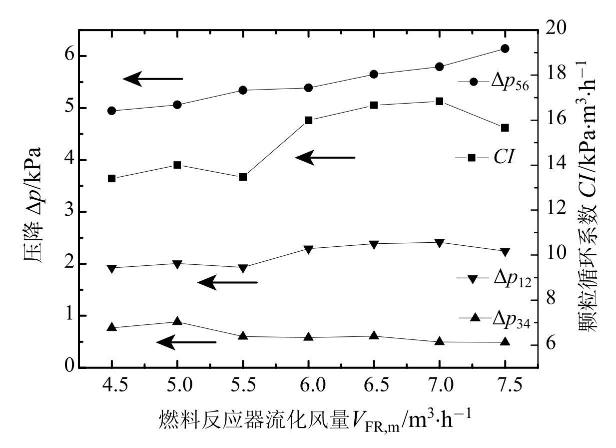


图 4　燃料反应器流化风量对系统压降和颗粒循环系数的影响

Fig. 4　Effect of $V_{\mathrm{FR,in}}$ on pressure distribution and solid circulation rate

出现这种现象的原因是：空气反应器中的颗粒流型为快速流态化状态，随着气速的提高，快速流态化区域的床层颗粒密度不断变稀，空隙率增大，轴向分布趋于均匀，因此床层压降也因此随之降低，被吹出的床料自然通过旋风分离器和空气返料器进入还原反应器中，从而引起床料量和床层压降的变化；气化反应器为鼓泡流化床，由于气化反应器中床料量较多且气化反应器上部自由空域较大，燃料反应器流化风量的增大对于气化反应器中的床料波动增大影响较小，而还原反应器中的床料则更多地被吹出带入到燃料旋风分离器中，物料经过燃料旋风分离器分离后通过下降管以及燃料返料器返回气化反应器中。各反应器床层床料量的变化使床层压降发生相应的变化。

图 5~7 为返料器及隔离器流化风量对于系统压

力分布、物料循环速率的影响。可以看出，空气返料器和燃料返料器的流化风量对于床层压降以及颗粒循环速率的波动影响较小，隔离器流化风量影响显著。随着隔离器的流化风量的增大，空气反应器床层压降 Δp_{12} 和还原反应器至燃料旋风分离器间的压降 Δp_{34} 逐渐增大，而气化反应器床层压降 Δp_{56} 逐渐降低，颗粒循环系数逐渐增大。这是因为，随着隔离器的流化风量的增大，隔离器中物料波动增大，从而使从气化反应器进入到空气反应器中的床料量增多，颗粒循环系数随隔离器的流化风量增加而增大。

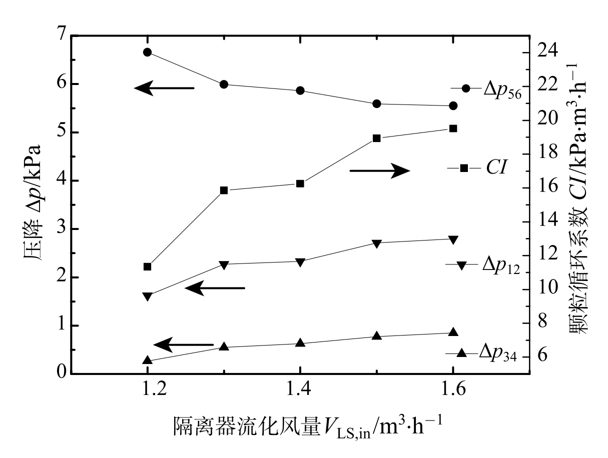


图 5 隔离器流化风量对系统压降和颗粒循环系数的影响

Fig. 5 Effect of $V_{LS,in}$ on pressure distribution and solid circulation rate

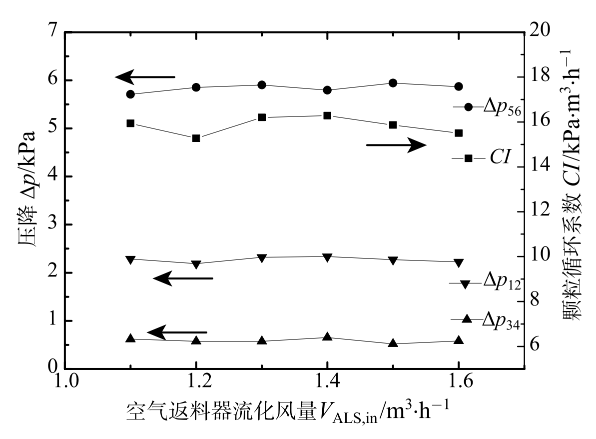


图 6 空气返料器流化风量对系统压降和颗粒循环系数的影响

Fig. 6 Effect of $V_{ALS,in}$ on pressure distribution and solid circulation rate

比较上述五项实验结果可以发现，隔离器的流化风量对于床层压降以及颗粒循环系数的影响最大，因此在后续实验中可以通过调节隔离器的流化风量来改变系统的颗粒循环量。

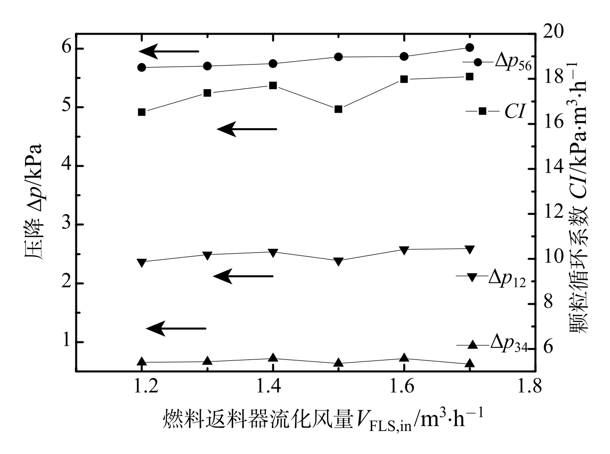


图 7 燃料返料器流化风量对系统压降和颗粒循环系数的影响

Fig. 7 Effect of $V_{FLS,in}$ on pressure distribution and solid circulation rate

2.3 流化风量对串行流化床反应器间气体串混的影响

在串行流化床煤化学链燃烧分离 CO_2 过程中，燃料反应器内的含碳气体进入空气反应器使得碳的捕集效率降低。若有气体以相反方向由空气反应器混入燃料反应器，混入的空气中 N_2 会稀释燃料反应器内的 CO_2，使得燃料反应器出口 CO_2 分离效率降低，后续处理成本提高，则会失去化学链燃烧反应器内分离的优势 [7]。因此，在串行流化床中严格控制反应器之间的气体串混显得极为重要。

通常引起串行流化床反应器间气体发生串混的原因主要有：1) 反应器之间存在压差；2) 反应器床层压降的波动；3) 床料在反应器之间的循环运动 [8–10]。根据该串行流化床的设计结构，各反应器、返料器以及隔离器之间的气体串混路径可能有以下几种情况：1) 空气反应器 ↔ 隔离器 ↔ 气化反应器；2) 空气反应器 ↔ 空气返料器 ↔ 还原反应器。因此，返料器以及隔离器中气体的分配情况反映了反应器之间的串混情况。实验中通过对各反应器通入不同种类的气体如 N_2、O_2 和 CO_2，收集旋风分离器出口气体，并用 NGA2000 型煤气分析仪检测气体成分来验证研究返料器和隔离器中的气体分配以及串混问题。

2.3.1 隔离器和空气返料器内气体分配情况

为确定隔离器和空气返料器中的流化气体在空气反应器、气化反应器和还原反应器之间的分配比例，实验中隔离器以 O_2 为流化气体，空气返料器以 CO_2 为流化气体，其他反应器和返料器均以 N_2 为流化气体，收集空气旋风分离器和燃料旋风分离器的出口气体，并经气体分析仪对所收集气体的成分进行检测。分别改变各反应器、返料器以及隔离器

的流化风量，通过出口气体中检测到的气体成分的变化考察流化风量对隔离器和空气返料器气体分配比例的影响。实验工况参数如表 3 所示。

为了定量确定隔离器向反应器的气体串混比例，定义已知参数和待求参数如表 4 和表 5 所示，建立方程组对气体串混比例进行计算，过程如下：

$$V_{\rm AC}\times({\rm O_2})_{\rm AC}+V_{\rm AC}\times({\rm CO_2})_{\rm AC}+V_{\rm AR,in}=V_{AC} \quad (2)$$

$$V_{FC}\times({\rm O_2})_{\rm FC}+V_{\rm FC}\times({\rm CO_2})_{\rm FC}+ V_{\rm FR,in}+V_{\rm FLS,in}=V_{\rm FC} \quad (3)$$

$$V_{\rm LS\text{-}AR}=V_{\rm AC}\times({\rm O_2})_{\rm AC} \quad (4)$$

$$V_{\rm ALS\text{-}AR}=V_{\rm AC}\times({\rm CO_2})_{\rm AC} \quad (5)$$

$$V_{\rm LS\text{-}FR}=V_{\rm FC}\times({\rm O_2})_{\rm FC} \quad (6)$$

$$V_{\rm ALS\text{-}AR}=V_{\rm FC}\times({\rm CO_2})_{\rm FC} \quad (7)$$

$$P_{\rm LS\text{-}AR}=\frac{V_{\rm LS\text{-}AR}}{V_{\rm LS\text{-}AR}+V_{\rm LS\text{-}FR}}\times 100\% \quad (8)$$

$$P_{\rm LS\text{-}FR}=\frac{V_{\rm LS\text{-}FR}}{V_{\rm LS\text{-}AR}+V_{\rm LS\text{-}FR}}\times 100\% \quad (9)$$

$$P_{\rm ALS\text{-}AR}=\frac{V_{\rm ALS\text{-}AR}}{V_{\rm ALS\text{-}AR}+V_{\rm ALS\text{-}FR}}\times 100\% \quad (10)$$

$$P_{\rm ALS\text{-}FR}=\frac{V_{\rm ALS\text{-}FR}}{V_{\rm ALS\text{-}AR}+V_{\rm ALS\text{-}FR}}\times 100\% \quad (11)$$

根据已知参数建立方程组则可以求得待求的串混量及串混比例。

由图 8 和图 9 可以看出，随着空气反应器流化风量的增大，隔离器中气体进入空气反应器的比例上升，而提高燃料反应器流化风量会使这一比例减小。产生这种情况的原因是，随着空气反应器流化风量的增大，更多的床料从气化反应器通过隔离器进入空气反应器中，因而床料夹带气体进入空气反应器中的比例也随之增大；燃料反应器流化风量的增大会使气化反应器中的床层波动增大，更多床料被吹起，底部形成气泡的区域会增大，这样使隔离器至气化反应器间的压差变大，从而更多的气体随床料进入气化反应器中。

从图 10 和图 11 可以看出，除空气反应器流化风量较小时有少量气体从空气旋风分离器排出，随着空气反应器流化风量的增大，空气返料器中气体几乎全部进入燃料反应器中。较大的空气反应器流化风量和燃料反应器的流化风量对于空气返料器中气体分配几乎没有影响。分析原因可能是：经空气反应器的流化风携带而来的物料颗粒通过空气旋风分离器后在空气返料器上升管部分下落，阻挡气体上升，因此空气返料器中气体很难从空气旋风分离器中排出。只有空气反应器流化风量较小时导致物料循环量较小，空气返料器上升管内床料量较少，才会使得空气返料器中气体从空气旋风分离器排出。

表 3 隔离器及空气返料器内气体分配情况的实验工况

Table 3 Experimental conditions of gas distribution of $V_{\rm LS}$ and $V_{\rm ALS}$

Number	$V_{\rm AR,in}$ (N_2, m^3/h)	$V_{\rm FR,in}$(N_2, m^3/h)	$V_{\rm LS}$ (O_2, m^3/h)	$V_{\rm ALS}$(CO_2, m^3/h)	$V_{\rm FLS}$(N_2, m^3/h)
1	5.0~7.0	5.5	1.4	1.4	1.3
2	6.2	5.0~7.0	1.4	1.4	1.3
3	6.0	6.0	1.0~1.4	1.3	1.3
4	6.0	6.0	1.3	1.1~1.5	1.2

表 4 确定隔离器内气体分配的已知参数

Table 4 Known parameters to measure the gas distribution of $V_{\rm LS}$

$V_{\rm AR,in}$	空气反应器入口气体流量，m^3/h	$({\rm CO_2})_{\rm AC}$	空气旋风分离器出口 CO_2 浓度，%
$V_{\rm FR,in}$	燃料反应器入口气体流量，m^3/h	$({\rm CO_2})_{\rm FC}$	燃料旋风分离器出口 CO_2 浓度，%
$V_{\rm LS,in}$	隔离器入口气体流量，m^3/h	$({\rm O_2})_{\rm AC}$	空气旋风分离器出口 O_2 浓度，%
$V_{\rm ALS,in}$	空气返料器入口气体流量，m^3/h	$({\rm O_2})_{\rm FC}$	燃料旋风分离器出口 O_2 浓度，%
$V_{\rm FLS,in}$	燃料返料器入口气体流量，m^3/h		

表 5 确定隔离器内气体分配的待求参数

Table 5 Unknown parameters to measure the gas distribution of $V_{\rm LS}$

$V_{\rm LS\text{-}AR}$	隔离器至空气反应器的气体串混量，m^3/h	$P_{\rm LS\text{-}AR}$	隔离器至空气反应器的气体串比例，%
$V_{\rm LS\text{-}FR}$	隔离器至气化反应器的气体串混量，m^3/h	$P_{\rm LS\text{-}FR}$	隔离器至气化反应器的气体串比例，%
$V_{\rm ALS\text{-}AR}$	空气返料器至空气反应器的气体串混量，m^3/h	$P_{\rm ALS\text{-}AR}$	空气返料器至空气反应器的气体串比例，%
$V_{\rm ALS\text{-}FR}$	空气返料器至燃料反应器的气体串混量，m^3/h	$P_{\rm ALS\text{-}FR}$	空气返料器至燃料反应器的气体串比例，%
$V_{\rm AC}$	空气旋风分离器出口气体流量，m^3/h	$V_{\rm FC}$	燃料旋风分离器出口气体流量，m^3/h

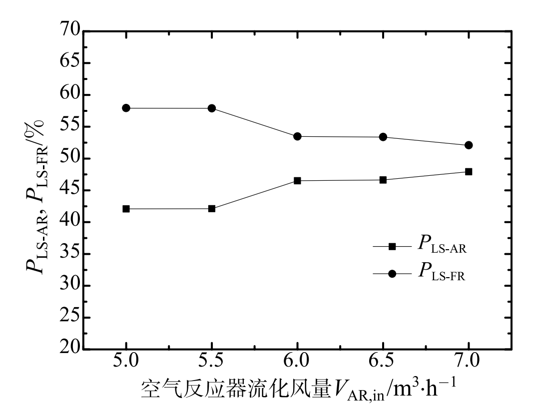


图 8 空气反应器流化风量对隔离器内气体分配的影响

Fig. 8 Effect of $V_{AR,in}$ on gas distribution of V_{LS}

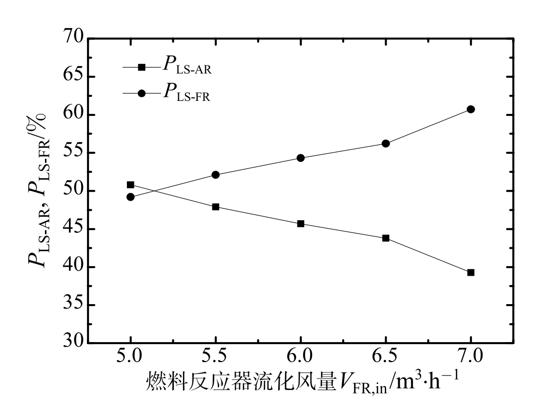


图 9 燃料反应器流化风量对隔离器内气体分配的影响

Fig. 9 Effect of $V_{FR,in}$ on gas distribution of V_{LS}

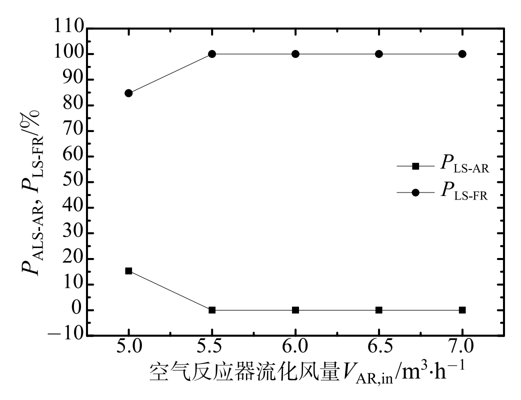


图 10 空气反应器流化风量对空气返料器内气体分配的影响

Fig. 10 Effect of $V_{AR,in}$ on gas distribution of V_{ALS}

图 12 和 13 表明隔离器流化风量的增大会使气化反应器进入到空气反应器中的床料量增多，气体随床料一同进入空气反应器的量增大。空气返料器流化风量对于其气体分配比例几乎没有影响。

2.3.2 空气反应器与燃料反应器间气体串混情况

为了确定空气反应器与燃料反应器间是否发生气体串混，本实验中空气反应器和燃料反应器分别采用 O_2 和 CO_2 为流化气体，所有隔离器采用 N_2 流化，收集旋风分离器出口气体，并用气体分析仪检测其气体成分。同时，分别改变空气反应器和燃料反应器入口的流化风量，研究空气反应器和燃料反应器流化风量对气体串混的影响。实验工况参数如表 6 所示。

由图 14、15 可以看出，空气反应器与燃料反应器之间几乎不发生气体串混，且空气反应器和燃料反应器的流化风量对这一结果没有影响。这表明隔离器和空气返料器能够起到很好的隔离作用，防止了空气反应器与燃料反应器之间发生气体串混。

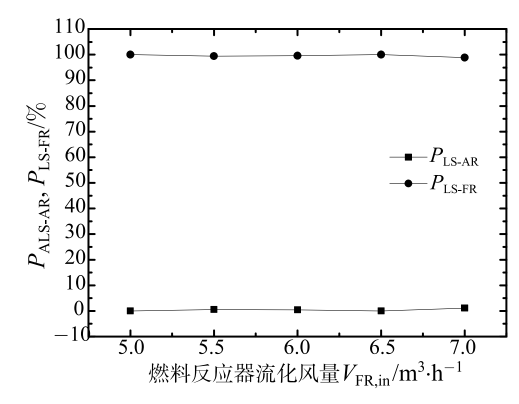


图 11 燃料反应器流化风量对空气返料器内气体分配的影响

Fig. 11 Effect of $V_{FR,in}$ on gas distribution of V_{ALS}

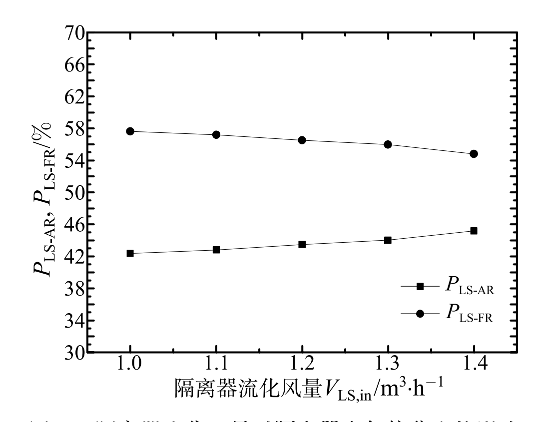


图 12 隔离器流化风量对隔离器内气体分配的影响

Fig. 12 Effect of $V_{LS,in}$ on gas distribution of V_{LS}

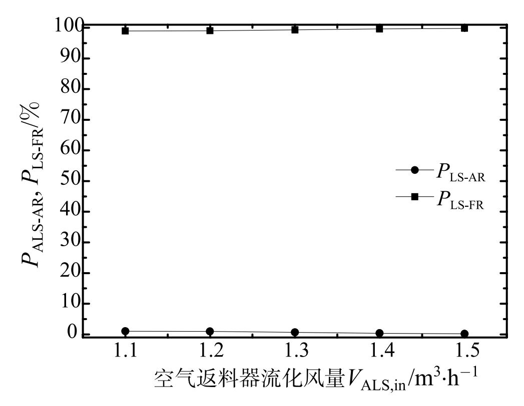


图 13 空气返料器流化风量对空气返料器内气体分配的影响

Fig. 13 Effect of $V_{ALS,in}$ on gas distribution of V_{ALS}

表 6　空气反应器与燃料反应器间气体串混实验工况

Table 6　Experimental conditions of gas leakage between AR and FR

Number	$V_{AR,in}(O_2, m^3/h)$	$V_{FR,in}(CO_2, m^3/h)$	$V_{LS}(N_2, m^3/h)$	$V_{ALS}(N_2, m^3/h)$	$V_{FLS}(N_2, m^3/h)$
1	5.0~7.0	6.0	1.3	1.3	1.3
2	6.0	5.0~7.0	1.4	1.3	1.3

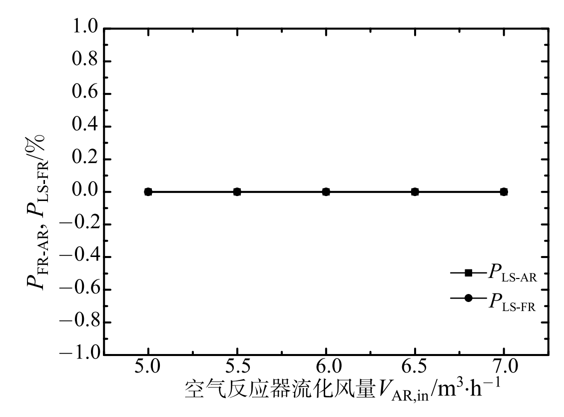


图 14　$V_{AR,in}$ 对 $V_{AR\text{-}FR}$ 和 $V_{FR\text{-}AR}$ 的影响

Fig. 14　Effect of $V_{AR,in}$ on gas leakage between AR to FR

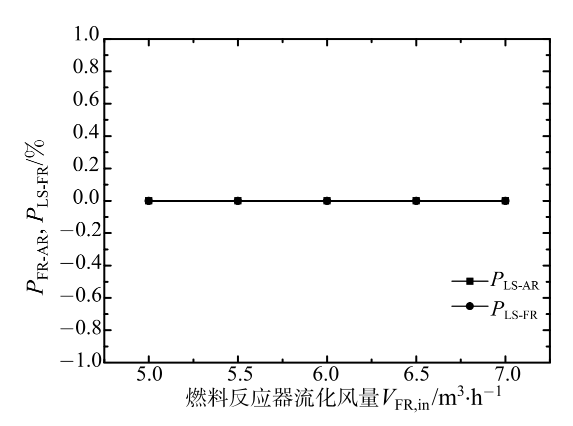


图 15　$V_{FR,in}$ 对 $V_{AR\text{-}FR}$ 和 $V_{FR\text{-}AR}$ 的影响

Fig. 15　Effect of $V_{FR,in}$ on gas leakage between AR to FR

3 结　论

1) 空气反应器、燃料反应器和隔离器的流化风量对反应器的床层压降以及颗粒循环系数的影响较大，而空气返料器和燃料返料器的流化风量的影响较小，其中隔离器的流化风量影响最大，因此可以通过调节隔离器的流化风量来改变系统的颗粒循环量。

2) 隔离器中的流化气体大部分进入到气化反应器中。空气反应器和隔离器流化风量的增大会使隔离器中气体分配到空气反应器中的比例增加，而燃料反应器流化风量的增大会使这一比例减小。

3) 空气返料器中气体几乎全部进入还原反应器中。空气反应器、燃料反应器和空气返料器的流化风量变化对于这一结果的影响不大。

4) 空气反应器与燃料反应器之间几乎不发生气体串混，空气反应器和燃料反应器的流化风量变化对于结果几乎没有影响。这表明隔离器和空气返料器能够起到很好的隔离作用，防止了空气反应器与燃料反应器之间发生气体串混。

参 考 文 献

[1] Richter H J, Knoche K F. Reversibility of Combustion Processes [C]//ACS Symposium series. Oxford University Press, 1983 (235): 71–85

[2] Lyngfelt A, Kronberger B, Adanez J, et al. Development of Oxygen Carrier Particles for Chemical Looping Combustion Design and Operation of a 10kW Chemical Combustor [C]//7th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Canada, 2004

[3] Lyngfelt A, Thunman H. Construction and 100 h of Operational Experience of a 10-kW Chemical-Looping Combustor [J]. Carbon Dioxide Capture for Storage in Deep Geologic Formations-Results from the CO_2 Capture Project, 2005, 1: 625–645

[4] Thon A, Kramp M, Hartge E U, et al. Operational Experience with a System of Coupled Fluidized Beds for Chemical Looping Combustion of Solid Fuels using Ilmenite as Oxygen Carrier [J]. Applied Energy, 2014, 118: 309-317.

[5] Berguerand N, Lyngfelt A. Design and Operation of a 10 kW_{th} Chemical-Looping Combustor for Solid Fuels–Testing with South African Coal [J]. Fuel, 2008, 87(12): 2713–2726

[6] Berguerand N, Lyngfelt A. The Use of Petroleum Coke as Fuel in a 10 kW_{th} Chemical-Looping Combustor [J]. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2008, 2(2): 169–179

[7] 张思文, 吴家桦, 顾海明, 等. 串行流化床内气体串混特性 [J]. 化工学报, 2012, 63(7): 2017–2024
ZGANG Siwen, WU Jiahua, GU Haiming, et al. Gas Leakage Properties of Chemical Looping Combustion in Interconnected Fluidized Bed [J]. Journal of Chemical Industry and Engineering(China), 2012, 63(7): 2017–2024

[8] Johansson E, Mattisson T, Lyngfelt A, et al. A 300W Laboratory Reactor System for Chemical-Looping Combustion with Particle Circulation [J]. Fuel, 2006, 85(10): 1428–1438

[9] Johansson E, Lyngfelt A, Mattisson T, et al. Gas Leakage Measurements in a Cold Model of an Interconnected Fluidized Bed for Chemical-Looping Combustion [J]. Powder Technology, 2003, 134(3): 210–217

[10] Kronberger B, Lyngfelt A, Löffler G, et al. Design and Fluid Dynamic Analysis of a Bench-Scale Combustion System with CO_2 Separation-Chemical-Looping Combustion [J]. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2005, 44(3): 546–556